

公開特許公報

官庁出願



特 許 願 (第) 後 記 号 を し

昭和 57 年 3 月 13 日

特許庁長官 南 藤 英 雄 殿

発明の名称

有機性固形物質の熱分解装置

発 明 者

住 所 茨城県日立市幸町 3 丁目 1 番 1 号

株式会社 日立製作所 日立研究所内

氏 名

小 室 武 男

(ほか 2 名)

方式 (第) 審 査

特許出願人

住 所 東京都千代田区蔵が関一丁目 3 番 1 号

氏 名 (114) 工業技術院長 松本 敏 郎

① 特開昭 51-104473

④ 公開日 昭 51. (1976) 9. 16

② 特願昭 60-29484

② 出願日 昭 60. (1975) 3. 13

審査請求 有 (全 8 頁)

庁内整理番号 6766 JK

668P 4A

668P 4A

6P47 4A

⑤ 日本分類

1371A71.1

1371A31

1371C242

P2171A0

⑤ Int. Cl²

B01J 8/26

C10B 47/10

明 細 書

発明の名称 有機性固形物質の熱分解装置

特許請求の範囲

無酸素状態で熱分解するゾーンと、有機性固形物質の熱分解によつて生成する炭化物を過剰空気によつて燃焼するゾーンを有する一体の流動床分解炉を設け、流動床分解炉は整流板上、上下可変な仕切り板で二分割し、仕切り板の一方の流動床部の流動化ガスは前記物質の熱分解生成ガスを循環利用し、仕切り板の他方の流動化ガスは空気によつて行なう有機性固形物質の熱分解装置。

発明の詳細な説明

本発明は、有機性固形物質の媒体流動床を用いた熱分解装置に係る。

有機性固形物質を熱分解し生成物としてオイル、ガス状物質を得る目的の熱分解法は種々の形式がある。例えば石炭のガス、液化法としては古くから熱分解源を系外から求め石炭を熱分解する方法、または石炭の一部を直接燃焼させその熱源を熱分解熱源とする方法等である。熱分解炉形式として

は単に石炭を熱分解炉内に山積みする固定床型と、整流板上で流動化させ熱分解を行なわせる流動床型によつて代表されよう。前者の熱分解プロセスとしてはレトルト型連続熱分解法、後者においては分解塔、回収塔の二塔の流動床による連続式流動床分解炉または多段式流動床などが開発されている。

これらの熱分解プロセスは処理物質、生成物の回収目的物、経済コストなど多くの点からみて最も適したプロセス方式、熱源供給方式が採用されるが、特に熱源供給方法については吟味すべき問題の一つである。

特に本発明の主旨である有機性固形物質として都市ごみを対象に熱分解し、有効なオイルあるいはガス状物を回収目的とする場合には、熱分解の際の熱源を系外から供給すると仮定すれば

投与したエネルギー以上の価値が熱分解回収物に求められなければ、熱分解による資源化は意味がない。

有機性固形廃棄物の乾留分解法によるオイル、

ガス化については開発途上にあるが、乾留分解プロセスについては種々の方法が提案されている。例えば前記した有機性固形廃棄物処理法の概略フローを第1図に示した。第1図において1は密閉形のレトルトで、有機性固形廃棄物は6のベルトコンベヤによつて5のホツパに運ばれ、4のロータリバルブによつて1のレトルト内に供給される。密閉レトルト内では底部より供給される空気により、レトルトの底部で高温空気を接触させ燃焼させる。この燃焼熱源をレトルト内に供給される有機性固形廃棄物を主として乾燥ゾーン13、主として熱分解ゾーン14と燃焼ゾーン15に区分され、熱分解した生成ガスは19の導管を經由し8のコンデンサで凝縮され9の気液分離器で液状物を10の受器に回収し、未凝縮ガスは18の導管を經由し一部は系外19へ、一部は導管12からレトルトに循環される。レトルトの底部は火格子になつており、生成ガスの一部はこの火格子上で燃焼され熱分解および乾燥に必要な熱源として使用される。この熱分解法は有機性固形廃棄物を一

部燃焼させ、その燃焼熱を熱分解、乾燥の熱源に投与するものである。主として、この熱分解法は液状物の回収を目的としているが、一方、生成ガスは燃焼排ガスおよび燃焼過程の空気中の窒素ガスによつて希釈され、生成ガスの発熱量は300～500kcal/Nm³と低カロリーのガスになり、事実上、液状物に熱分解法の価値を求めているが、資源と考える有機性固形廃棄物の損失に及ばならず、経済的にみて成り立っていないと考える。

本発明の目的は、有機性固形廃棄物の熱分解法において、液状物の回収とともに、上記した従来技術に示した生成ガスが窒素などで希釈されない高カロリーの生成ガスの回収を行ない、また、熱源は乾留分解の副産物である炭化物に求め、炭化物を完全燃焼させてその燃焼熱を有効利用する装置を提供することにある。

有機性固形廃棄物の熱分解に関し、熱分解熱源は前記有機性固形廃棄物の熱分解によつて生成する炭化物を主として燃焼させ、その燃焼熱を媒体流動床の熱媒体により拡散移動させ有機性廃棄物

を熱分解するプロセス方式を採択した。本発明の主旨は有機性固形廃棄物の熱分解によつて生成するガス状物中に窒素の含有を極力減少させ、高カロリーの生成ガス状物を得ることを目的としており、この目的のために有機性固形廃棄物の熱分解ゾーンと燃焼ゾーンを一塔の流動床で別々に行なわせ、燃焼ゾーンでの燃焼熱は流動床内の熱媒体により拡散移動させ、有機性固形廃棄物の熱分解の反応熱として消費させ、有機性固形廃棄物によつて生成する炭化物あるいは一部の有機性廃棄物は熱媒体を通し、燃焼ゾーンに拡散移動される。

流動床分解炉の構造は一体の流動床に仕切り板によつて二分割し、この仕切り板によつて有機性固形廃棄物の熱分解ゾーンと、熱分解によつて生成した炭化物の燃焼ゾーンが区切られている。一体の流動床を二分割した流動床部は別々に流動化ガスを流入させる。すなわち有機性固形廃棄物の熱分解ゾーンの流動化ガスは熱分解によつて生成したガス状物を循環利用し、一方、燃焼ゾーンの流動化ガスは空気をを用いて流動化とともに燃焼も

行なわせる。

以上の流動床分解炉において有機性固形廃棄物は熱分解されて、窒素を含有しない生成ガスおよび液状物が回収される。有機性固形廃棄物を分解する温度は前述した仕切り板の上下可動によつて調節される。すなわち、燃焼ゾーンでの燃焼割合を多くすることにより、分解温度は上昇する。熱分解によつて生成する炭化物のみでは熱分解ゾーンを燃焼ゾーンの熱バランスが成立しない場合、すなわち熱源が不足する場合には炭化物のみならず一部の有機性固形廃棄物を燃焼ゾーンで燃焼させ、熱源不足の補充が行なわれる。すなわち、前記仕切り板の上下可動によつて分解温度を任意に設定できるのが、本発明の流動床分解炉の装置上における特徴点の一つである。

本発明は一般の有機性固形物質の熱分解法に適用されるが、最近、公衆の関心ごとの一つである都市ごみの問題がクローズアップされてきており、都市ごみ中の有機性廃棄物の熱分解法を対象に本発明の実施例を説明する。

現時点では、大部分がごみを埋立地に投棄するか又は焼却するのが主流であるが、近い将来には埋立法による都市ごみの連続処理法は大きく制限されてくるであろう。一方、焼却による処理は現時点の主流をなしているが、この処理法は非効率であると同時に大気汚染の一因となっており、大気汚染を減らすために焼却炉のオフガス管路に種々の形式の処理装置を用いて大気汚染に対する対策を行なっている。これらの理由とともに、有機性固形廃棄物を資源として有効成分を回収する指向転換があり、近い将来、有形有機性廃棄物は熱分解などの手法により資源化することが常識化するであろう。

熱分解は熱反応によつて生じた化学的变化と定着されるが、これは完全に酸素欠乏した無酸素状態の雰囲気中の密閉レトリットで熱分解反応が行なわれる高温乾留法は、事実上、常圧下、無触媒での熱分解により生成する液状物、ガス状物の収率および生成物の性状のにも最も効果的な回収法といえ、一方、工業的には常圧、無触媒下で有機性固

形廃棄物を熱分解する際、理想的には前記、無酸素状態での高温乾留法によつて生成される生成物の収率、生成物の性状に近ずけることが望ましい。

前述した無酸素状態で有機性固形廃棄物を乾留分解し得られる生成物は分解温度、有機性廃棄物組成によつても異なってくるが、平均的にみると液状物は原料に対し50~65wt%でその内60~75wt%が水分含量で、液状物中の他成分はパラフィン状物、ベンゼン、トルエン、スクレンモノマーキ酸、酢酸、ケトン類、フルフラール、タール状物で、30~45wt%がガス状物である。未凝縮性の生成ガスは水素、二酸化炭素、一酸化炭素、メタン、エタン、エチレン、プロパン、プロピレン、ブタンなどが生成される。ガス状物、液状物の他に、一般にチャー状物(炭化物)が残渣物としてのこり、これらの炭化物は無定型の炭素結晶構造を有し、発熱量的には4000~5500kcal/kgの高位発熱量を有している。

本発明はかかる有機性固形廃棄物を乾留分解し、有効な生成物の回収と、理想的には無酸素状態で

の高温乾留分解法によつて生成する生成物に相当するガス状物、液状物の収率、性状を工業プロセスとして実現するために提供するもので、高温乾留分解法の熱源供給を系外から求めているのに対し、本発明では有機性固形廃棄物の熱分解により残渣としての炭化物を主として燃焼させ、熱分解の熱源とすることに特徴がある。

本発明を具体的に説明するために、第2図に本発明の原理図を示す。

第2図において5006は前記有機性廃棄物の熱分解を主体とする流動床部で、5005は燃焼を主体とする流動床部で、これらの流動床部は5100の上下可動な仕切り板で両流動床が区切られている。一方、熱分解主体の流動床5006の一方からはスクリーフイーダ等の供給装置1によつて前記有機性廃棄物が供給される。5007、5008はそれぞれ整流板で、5003、5004の流動化ガスによつて5009の熱媒体を流動化する構造となつている。

有機性固形廃棄物が熱分解した凝縮性、未凝縮

性ガスは5001から回収される。一方、5005で燃焼した排ガスは5002から灰分等の回収を行なつた後、系外に排出される。

5006、5005の流動床部間の物質、熱の移動は主として5009の熱媒体によつて行なわれる。定常時には1の供給装置から供給された有機性固形廃棄物は5006の流動床部で逐次瞬時的に熱分解反応が起り、供給された廃棄物は炭化が進み生成ガスは5001から回収され、炭化物は5009の熱媒体の激しい流動化現象により5005の流動床部に拡散移動し、5005部の流動床部で燃焼される。熱の移動は5005で燃焼した熱量が、5009の熱媒体の流動化による熱媒体の拡散効果と、伝導、対流などにより5006の流動床部に熱移動が行なわれる。これらの物質移動、熱移動は連続的に行なわれ、5100の仕切り板の流動層部への挿入深さを調節することによつて、物質移動、熱移動が調節できることは勿論である。

5005に物質移動された物質は完全燃焼する

に十分な空気量を5003から供給したとすると、熱バランスから5006の流動床部から5005の流動床部への必要な拡散移動量は次の式によつてきめられる。

$$F_0 = \frac{G_1 \Delta H_1 + G_2 \Delta H_2 + F_1 H_1 - (G_3 \Delta H_3 + G_4 \Delta H_4 + F_2 \Delta H_5) + Q_1}{(H_2 + H_3)} \quad \dots \dots (1)$$

F_0 : 5006の流動床部から5005の流動床部への物質移動量 (kg/h)

G_1 : 生成ガス量 (kg/h)

G_2 : 排気ガス量 (kg/h)

G_3 : 流動化ガス量 (kg/h)

G_4 : 空気ガス量 (kg/h)

F_1 : 原料供給量 (kg/h)

ΔH_1 : 温度 t_1 時の生成ガスエンタルピ (kg/kg)

ΔH_2 : 温度 t_2 時の排気ガスのエンタルピ (kg/kg)

ΔH_3 : 温度 t_3 時の流動化ガスのエンタルピ (kg/kg)

$H_2 ed$: 流動化ガス G_3 (kg/h) 時の流動層高 (cm)

H_f : 流動層面からの挿入深さ (cm)

(4)式で $H_f = 0$ では仕切り板の効果がまったくない場合で $K = 0\%$ 、 $H_f = H_2 ed$ では仕切り板が整流板に接触している状態で $K = 100\%$ と定義し、実験結果を第3図に示す。実験は $10cm \times 30cm$ の流動床を製作し、左右対称の位置に仕切り板を入れ、下部から流動化ガスとして空気を用いて行なつた。熱媒体 (流動粒子) は平均径 60μ のシリカ砂を用いた。この流動粒子の流動化開始速度は約 $6.7cm/s$ であつた。拡散移動量を求めるために、約 $2mm$ 角のポリエチレンペレット (市販品) を一方の流動床から投入し、一定時間後、空気量を止め、シリカ砂とペレットを分離しポリエチレン量をわち拡散量を求めた。

第3図において、流動化ガス量は流動化開始速度 U_{mf} の2.5倍の流速に相当ガス量を均一に流した場合で、ポリエチレンを投入した流動床部のポリエチレン残留量 W_s (g) と、一方の流動床へ

特開 昭51-104473(4)

ΔH_4 : 温度 t_4 時の空気のエンタルピ (kg/kg)

H_2 : 拡散移動されてくる物質の平均燃焼熱 (kg/kg)

H_3 : 有機性廃棄物の反応熱 (kg/kg)

Q_1 : 熱損失量 (kg/h)

さらに、(1)式の拡散物質質量 F_0 は(2)式によつて支配される。

$$F_0 = f(H_f, F) \dots \dots (2)$$

H_f : 仕切り板の挿入深さ (cm)

F : 流動特性による拡散物質移動効率 (—)

また、熱分解の反応温度 T_2 ($^{\circ}C$) は拡散物質移動量 F_0 の燃焼に充分な空気量 G_4 (kg/h) が供給されていれば、 T_2 は F_0 によつて設定できることが大きな本発明の特徴である。

$$T_2 = f(F_0) \dots \dots (3)$$

そこで、拡散物質移動量を大きく左右する仕切り板の挿入深さ、 H_f を変化した場合、拡散移動効果を実験的に検討してみた。

$$K = \frac{H_f}{H_2 ed} \times 100 \dots \dots (4)$$

拡散移動量 W_0 の比で拡散量を表わしている。すなわち、(W_0/W_s) の値が1であれば、仕切り板で区切られた両流動床のポリエチレン量は均一で、この拡散移動量は(4)式の K の値によつて大きくかわることがわかる。すなわち、この結果から(4)式の K 値をコントロールすることにより、燃焼ゾーンでの燃焼量が調節でき、分解温度 T_2 の設定が出来ることが容易に理解できよう。

本発明の原理による流動床分解炉を有機性固形廃棄物の乾留分解プロセスを第4図に示す。第4図における5001~5100が第2図の原理機構で、他は本発明の原理を効果的に発揮するためのプロセス上の機能である。

適度に破砕された有機性固形廃棄物はホッパー4から3のベルトコンベヤによつて2つのホッパーにより供給され1のスクリーフィーダにより、5006の流動床分解炉に供給される。5100の仕切り板で二分された流動床5006、5005の流動床内には熱媒体としてシリカ砂が流動化している。5006の流動床部に供給された前記廃棄物

は、前述した原理により熱分解し、生成ガスとしての未凝縮性、凝縮性ガスは流れ5001から5のサイクロンで生成ガスに同伴する固形分が分離され、固形分は流れ78より流動床5005に供給され、燃焼される。一方、生成ガスは流れ79を通り6の凝縮器で、凝縮性ガスを冷却し、流れ80から気液分離器7により未凝縮性ガスと液状物に分離する。液状物は8のタンクに貯えられる。未凝縮ガスは81の流れを通り9のガス循環ポンプで昇圧され、流れ82から一部は5006の流動床の流動化ガスとし、流れ5004を通り供給される。残りは流れ83を通り、10のガス精製塔で脱臭、脱有害ガスをを行い流れ88を通り、都市ガスなどの燃料ガスとして用いられる。

5005の流動床部では流れ71からの空気を11のポンプで昇圧し、流れ89、5003を通り、5005の流動床の流動化ガスとして供給される。

前述した原理に従がい5006の流動床部から5005の流動床部へ熱媒体によつて拡散移動さ

れる有機性固形廃棄物の熱分解によつて発生する炭化物および未分解物の前記廃棄物は5005の流動床内で燃焼し、燃焼熱は熱媒体により、伝導対流などの熱の伝達機構により移動し、5006の流動床内の分解熱源に消費される。5005の流動床部で燃焼によつて生成した灰分、燃焼廃ガスは流れ5002から12、13の多段サイクロンを通り灰分は72、73、74の流れを通り系外に取り出され、埋め立てなどにより処理される。一方、燃焼廃ガスは流れ91、75を通り、14の吸収塔で廃ガス中の有害物を除去し、流れ76から15の排気ポンプにより流れ77を通り、16の煙突から大気排出される。

本発明の原理による流動床分解炉による都市ごみ中の有機性廃棄物の分解生成物収率は分解温度470℃での液状物収率は原料に対して47wt%、ガス状物は36wt%で、分解温度550℃では液状物、ガス状物はそれぞれ43wt%、28wt%であり、他は燃焼により熱分解源等に消費されたことになる。

また、生成物収率を定量化するため都市ごみ中の有機性廃棄物を模擬した合成ごみにより乾留分解実験を行なった。合成ごみ組成は紙を3~4%、角に破砕した物70wt%、オガ屑10wt%、プラスチックとして同比率でポリスチレン、ポリエチレン、ポリプロピレンの混合物20wt%を作成した。この合成ごみの分解物収率は分解温度450、500、550℃に対し、液状物収率はそれぞれ47、45、35wt%でガス状物は27、36、30wt%である。

都市ごみの有機性廃棄物から得られる液状物は70~76wt%が水分で、他はガスクロマトグラフィーで分析した結果ギ酸、酢酸、ホルムアルデヒド、メタノール、ベンゼン、トルエン、スクレン、グルコース、タール状物で非常に複雑な混合物で、合成ごみから得られる液状物は65~70wt%が水分で他は都市ごみと同じ有機物の含有がみられる。また、タール状物の主成分は紙、木などのセルロース成分の一次分解生成物と考えられるリボグルコサンが60~80wt%含有し

ている。なお、タール状物は液状物中から水分を除去した成分中に30~35wt%含有している。

一方、ガス状物はガスクログラフィーで分析結果、確認できる成分は H_2 、 CO 、 CO_2 、 CH_4 、 C_2H_6 、 C_2H_4 、 C_2H_2 、 C_2H_6 、 C_2H_4 、 $o-C_2H_5$ 、少量の O_2 、 N_2 である。定量分析結果の代表例を第1表に示す。

第 1 表

ごみ 成 分	都市ごみ	合 成 ご み	
	分解温度 550℃	分解温度 450℃	分解温度 550℃
H ₂	1069mol%	1393	1977
CO	2513	1679	1911
CH ₄	1344	1299	1208
C ₂ H ₄	356	432	354
C ₂ H ₆	092	224	215
C ₃ H ₈	063	163	121
C ₄ H ₁₀	—	—	—
C ₂ H ₂	232	432	382
i-C ₄ H ₁₀	210	322	213
n-C ₄ H ₁₀	—	—	—
N ₂	673	724	631
O ₂	002	001	003
CO ₂	2721	2125	2325
A	trace	—	—
B	trace	—	—
C	trace	—	—

して前記有機物の熱分解によつて創生する炭化物を燃焼させることにより供給できる。第三の効果は通常、燃焼に比較して乾留分解は温度制御が難しく、均一組成の生成ガス、液状物の回収が難しくなるが、本発明では前記した仕切り板の効果により、分解温度を任意に設定できる点である。このため、生成ガスをある程度まで一定な組成として回収できる。特に有機性固形廃棄物の場合、廃棄物の組成が発生場所、季節、時間によつて均一でなく、組成にあつた分解温度が要求されるので、本発明のようにフレキシビリティのある乾留分解装置が有利となる。

図面の簡単な説明

第1図は従来法の説明図、

第2図は本発明の原理の説明図、

第3図は本発明の仕切り板効果と拡散移動量の実験結果を示す図、及び第4図は本発明の原理を都市ごみの有機性廃棄物に応用した乾留分解プロセスの説明図である。

符 号 の 説 明

特開昭51-104473(6)

これらのガス分析の結果発熱量は4500～5000kcal/Nm³と高カロリーのガス状物が得られる。これは、前記した従来法では300～500kcal/Nm³に対して10～12倍の発熱量を有している。

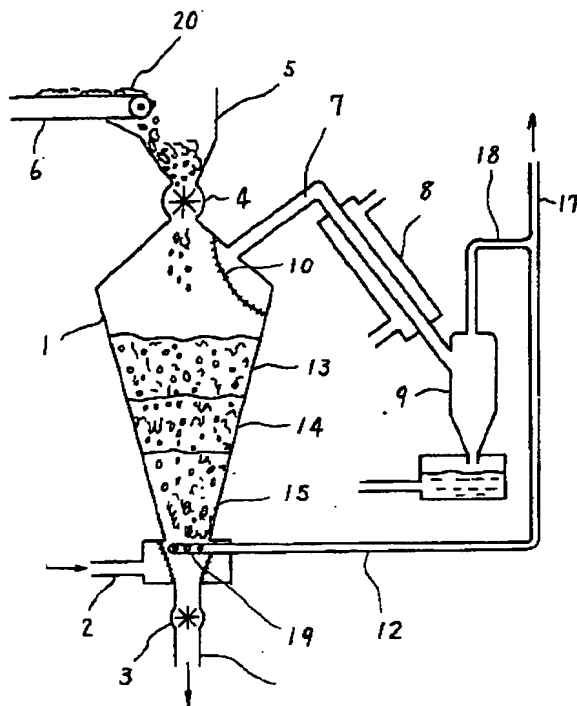
これは、窒素による希釈がないためで、本発明の効果を発揮している。また、生成ガスにはCO₂が20～30%含有しているが、これは紙、木などのセルロース成分が分解する過程で生成したもので、生成ガスを吸収塔などアルカリ性水溶液で洗じようすることにより、生成ガス中のCO₂をある程度まで除去でき、ガス状物のカロリーはCO₂の除去割合によつてさらに高カロリーのガスとなり得る。これらのガスは直接、工業用、都市用の燃料ガスとして用途が期待できる。

本発明による有機性固形物質の乾留分解プロセスは有機性固形物質の熱分解ゾーンと燃焼ゾーンを別々の領域で行なわせることにより、主として高カロリーのガス状物を回収できる点に第一の効果がある。第二の効果は熱分解の際の熱源を主と

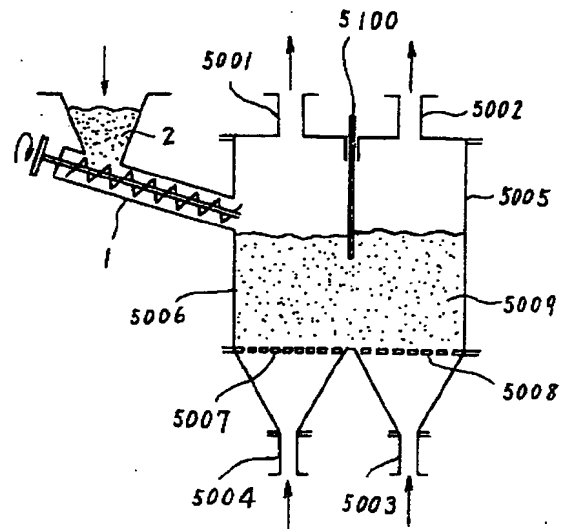
- 1 スクリューフィーダ
- 2 処理原料
- 5001 生成ガス出口
- 5002 燃焼廃ガス出口
- 5003 空気導入口
- 5004 循環生成ガス入口
- 5005 燃焼主体の流動床
- 5006 熱分解主体の流動床
- 5007 整流板
- 5008 電流板
- 5009 流動粒子
- 5100 スリット（仕切り板）

特許出願人 工業技術院長 松本敬信

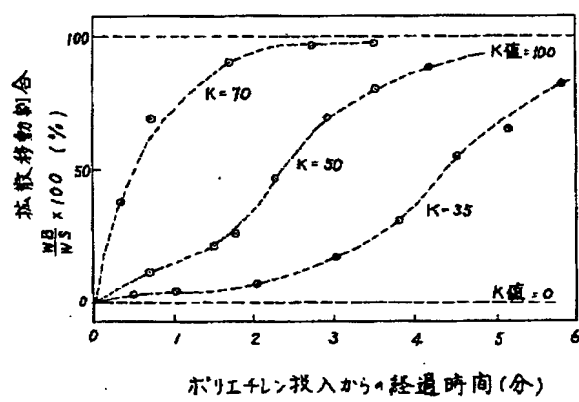
第 1 図



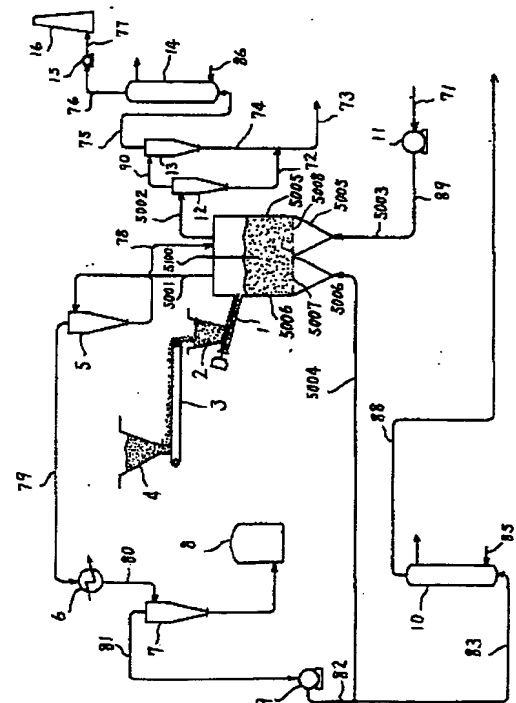
第 2 図



第 3 図



第 4 図



添附書類の目録

特開 昭51-104473(8)

- (1) 明 細 書 1 通
- (2) 図 面 1 通
- (3) 特許願 副 本 1 通
- (4) 出願審査請求書 1 通

前記以外の発明者

住 所 茨城県日立市幸町3丁目1番1号
株式会社 日立製作所 日立研究所内
氏 名 斎 藤 幸 雄
住 所 同 上
氏 名 早 戸 瑞 穂